

0-771740

На правах рукописи

АНДРЕЕВА МАРИЯ МИХАЙЛОВНА

**ОЦЕНКА ОПТИМАЛЬНЫХ ПАРАМЕТРОВ
РАБОТЫ ПЕЧИ ПИРОЛИЗА ЭТАНА**

05.17.08 - Процессы и аппараты химических технологий

АВТОРЕФЕРАТ

диссертации на соискание учёной степени

кандидата технических наук

Казань 2008

Работа выполнена в государственном образовательном учреждении высшего профессионального образования «Казанский государственный технологический университет»

Научный руководитель: доктор технических наук,
профессор
Фафурин Андрей Викторович

Официальные оппоненты доктор технических наук,
профессор
Николаев Андрей Николаевич

доктор технических наук,
профессор
Крюков Виктор Георгиевич

Ведущая организация Всероссийский научно-исследовательский
институт углеводородного сырья
(г.Казань)

Защита состоится «26» сентября 2008 г. в 14 час. 00 мин. в аудитории А-330 на заседании диссертационного совета Д 212.080.06 при Казанском государственном технологическом университете по адресу: 420015, г.Казань, ул. К.Маркса, 68.

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке Казанского государственного технологического университета.

Автореферат разослан «22» августа 2008г.

Учёный секретарь
диссертационного совета Д 212.080.06
д.т.н., профессор



Поникаров С.И.

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОТЫ

Актуальность работы. Основную часть полимеров и большую часть всех нефтехимических продуктов производят на основе четырёх углеводородов: этилена, пропилена, бутадиена и бензола, причём самым потребляемым продуктом в отечественной нефтехимической промышленности является этилен. К настоящему времени наиболее освоенным и широко распространенным промышленным методом получения низших олефинов является пиролиз углеводородного сырья. В современных условиях бурного роста потребления этилена и пропилена для предприятий с малопроизводительными печами остро стоит вопрос модернизации существующих печей с целью увеличения выходов целевых продуктов. Печь пиролиза является крупногабаритной установкой, например, радиантная камера печи пиролиза «Этилен-200» (завода «Этилен» ОАО Казаньоргсинтез) имеет ширину 2,5 м, длину 10,5 м и высоту 12,5 м, а процессы, а температура процессов, протекающих в реакторе достигает в среднем 830 – 850 °С. В связи с этим физическое моделирование процесса горения и течения в радиантной камере пиролизной установки затруднено, следовательно, актуальной становится задача математического моделирования этого процесса. Появление новых вычислительных комплексов и программного обеспечения позволяет моделировать сложные физические процессы и их взаимосвязь. Так же важным фактором является относительно низкая себестоимость вычислительного эксперимента. Современные программные и аппаратные средства визуализации расчётов позволяют получать панораму протекающего процесса, что чрезвычайно важно для конструктора и технолога. Для проектирования и эксплуатации пиролизных установок необходимо моделирование химических превращений, расчёт состава продуктов пиролиза и параметров газовой смеси в тракте печи, а также оценки оптимальных параметров её работы. Содержание в пирогазе целевых продуктов пиролиза – этилена и пропилена определяет температурный режим пиролиза, давление смеси на входе в змеевик, а также соотношение «этан-пар» в исходной смеси.

Цель работы – разработка модели и исследование процесса пиролиза этана в условиях химической неравновесности с учётом кинетического механизма химического реагирования.

Задачи:

1. В условиях промышленной эксплуатации экспериментальным путём получить технологические параметры существующего режима пиролиза этана в этилен.
2. На основе сопряжённого физического и математического моделирования разработать математическую модель.
3. Провести тестирование предложенной математической модели на основе экспериментальных данных, полученных в промышленных условиях.
4. Провести анализ процесса с целью оценки влияния основных технологических параметров на концентрацию целевого продукта – этилена.

5. На базе разработанной математической модели исследовать возможность повышения эффективности пиролизной установки путём управления основными режимными параметрами.

Научная новизна.

1. С целью решения задачи повышения эффективности пиролизных установок для промышленной печи получены зависимости влияния основных режимных параметров на концентрацию целевого продукта – этилена в функции продольной координаты, на базе предложенной методики расчёта определены их количественные значения.

2. Показано, что повышение температурного профиля в реакторе позволяет получить текущее значение выходной концентрации этилена на более короткой длине змеевика, в то время как уменьшение температурного режима требует принципиального удлинения реактора для достижения более высокой концентрации целевого продукта.

3. разработана математическая модель пиролиза этана, основанная на системе взаимосвязанных нестационарных реакторов идеального смешения (НРИС).

Практическая значимость

1. Предложена физическая схема и математическая модель процесса пиролиза этана, основанная на концепциях и законах химической кинетики.

2. Разработанная математическая модель пиролиза этана обладает удовлетворительной точностью и нуждается в минимальном количестве эмпирической информации, что позволяет использовать данную модель для моделирования процесса пиролиза этана, а при корректировке кинетической схемы – другого газообразного углеводородного сырья.

3. Определена степени влияния основных параметров процесса на возможные максимальные концентрации этилена, а также на соответствующие им длины змеевика;

3. Выполнены расчёты пиролиза этана промышленной печи пиролиза на заводе «Этилен» ОАО «Казаньоргсинтез». Разработаны практические рекомендации по более эффективному ведению процесса пиролиза этана в промышленной трубчатой печи.

На защиту выносятся

1. Математическая модель неравновесного реагирующего газового потока в условиях его пиролиза.

2. Результаты расчётов концентрации и теплофизических параметров при пиролизе этана в радиантной трубчатой печи, определяющих пути оптимизации ведения процесса.

3. Оценка влияния основных режимных параметров на формирование целевого продукта пиролиза этана – этилена.

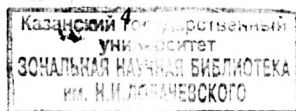
Личное участие

Основные результаты работы получены лично автором.

Апробация работы и научные публикации

По теме диссертации опубликовано 4 работы.

Основные результаты работы докладывались и обсуждались на всероссийской научной конференции студентов, аспирантов и молодых учёных «Наука. Технологии. Инновации» (НТИ-2007), Новосибирск, 2007г., международной научной конференции



«Математические методы в технике и технологиях – ММТТ-21», Саратов, 2008г., а также на ежегодных отчётных научно-технических конференциях КИТУ.

Структура и объём работы

Диссертация состоит из введения, четырёх глав, заключения, списка использованной литературы.

Диссертация содержит 147 страниц машинописного текста, 21 таблицу, 64 рисунка по тексту, список литературы из 108 источников отечественных и зарубежных авторов.

Автор выражает благодарность доктору технических наук, профессору Дёмину Алексею Владимировичу за ценные практические советы и рекомендации в процессе выполнения данной работы.

ОСНОВНОЕ СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

Во введении раскрыта актуальность выбранной темы и сформулирована цель работы.

В первой главе проведён обзор отечественных и зарубежных литературных источников по теме диссертации. Рассмотрены нетрадиционные методы пиролиза различного углеводородного сырья, особенности конструктивного оформления печного блока. Сделан обзор по рынку низших олефинов и тенденции его развития. Рассмотрено влияние различных технологических параметров пиролиза на состав продуктов пиролиза. Представлена классификация существующих математических моделей высокотемпературного пиролиза.

Во второй главе изложена модель процесса пиролиза этана, основанная на концепциях и законах химической кинетики.

Физико-химические процессы, происходящие в результате пиролиза этана в трубчатой печи сопровождаются различного рода неравновесными эффектами. Важнейшее значение среди них имеет неравновесное изменение состава газовой фазы рабочего тела, обусловленное конечными скоростями химических реакций. Для математического описания этого явления требуется привлечение химической кинетики. Согласно подходу формальной химической кинетики все превращения в газовой фазе могут происходить только в результате элементарных реакций и любые химические взаимодействия могут быть представлены совокупностью этих элементарных процессов. В работах Крюкова, Наумова, Дёмина в качестве базовой физической схемы для описания высокотемпературных процессов, в частности пиролиза этана, предложен нестационарный реактор идеального смешения.

Нестационарный реактор идеального смешения можно представить в виде некоторого переменного объёма с реагирующим рабочим телом с изменяющимися во времени и независимыми друг от друга характеристиками массопотока и массотвода, с переменными во времени параметрами состояния.

¹ В.Г.Крюков, В.И.Наумов, А.В.Дёмин, А.Л.Абдуллин, Т.В.Тринос «Горение и течение в агрегатах энергоустановок: моделирование, энергетика, экология». М.:1997г.

Уравнения, описывающие изменение состава в НРИС должны удовлетворять законам формальной химической кинетики.

Процесс пиролиза этана в змеевике трубчатой печи рассматривается как одномерное течение реагирующей газовой смеси в цилиндрическом канале постоянного сечения. Канал имеет прямолинейные участки и участки с изгибом. Подвод тепла к газовой смеси осуществляется от стенок канала вынужденной конвекцией и излучением. Температура стенки канала со стороны газа является граничным условием.

В алгоритм расчёта вошли следующие уравнения:

Уравнение изменения состава газовой смеси для НРИС:

$$\frac{dy_i}{dt} = -e^{\gamma_i} \sum_j v_{qj} k_j \left(\frac{p}{R_0 T} \right)^{\bar{m}_i} \left(\sum e^{-\gamma_e} \right)^{m_i} \exp \left(- \sum_p n_{pj} \gamma_p \right) + \sum_q \sum_j v_{qj} k_j \left(\frac{p}{R_0 T} \right)^{\bar{m}_i} \exp \left(- \sum_p n_{pj} \gamma_p \right);$$

$$i, p, q = 1, \dots, n; \quad j = 1, \dots, (2m + r); \quad \gamma_i = -\ln r_i; \quad \bar{m}_i = m_i + \sum n_{pi} - 1$$

Одно из уравнений можно исключить, заменив его соотношением нормировки

$$\sum e^{-\gamma_i} = 1.$$

$$\text{Уравнение температуры газа } T - T_{\text{он}} - \frac{\left(\sum_i i_{it} - i_{\text{он}} \right) \cdot r_i}{\sum_i C_{pi}^m r_i} = 0$$

$$\text{Уравнение энтальпии газа } i + \frac{U^2}{2} = i_0 + \frac{1}{m} \int q \pi D dx + \Delta i(x)$$

$$\text{Уравнение сохранения расхода } U = \frac{\dot{m} R T}{p F}$$

$$\text{Уравнение давление газа } p \left(1 + \frac{1}{RT} U^2 \right) = P_0 + \rho_0 U_0^2 - \Delta P_{T_p} - \Delta P_{M_p}$$

Для решения системы уравнений используется неявный разностный метод с применением схемы Ньютона.

Современные конструкции печей пиролиза построены таким образом, что нагрев стенок канала постоянного сечения осуществляется за счёт сжигания топливного газа. Последний поступает в форсунки в зону горения. Непосредственно форсунки с внешней стороны стенок реактора. Тепло через стенку реактора передаётся путём теплопроводности, конвекцией и излучением. Количество тепла, переданное в единицу времени от горячей поверхности $t_{\text{нар}}$ к холодной ($t_{\text{внут}}$), равно

$$Q = k(t_{\text{нар}} - t_{\text{внут}}) \cdot F_T + c F_T \cdot \left[\left(\frac{t_{\text{нар}}}{100} \right)^4 - \left(\frac{t_{\text{внут}}}{100} \right)^4 \right]$$

$$\text{Или } Q = (k + \alpha_n) \cdot F_T \cdot (t_{\text{нар}} - t_{\text{внут}})$$

$$\text{Коэффициент теплоотдачи вычисляется так: } k = \frac{1}{\frac{1}{2\lambda} \ln \frac{D_1}{D_2} + \frac{1}{\alpha D_2}}$$

Коэффициент α вычисляется по известному числу Нуссельта, которое в свою очередь является функцией числа Рейнольдса.

Так со стороны внутренней стенки число Нуссельта может быть определено как $Nu = 0.021 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.4}$. С внешней стороны задана температура стенки реактора. $t_{w,нар} = f(x)$

Естественно, что при движении этано-паровой смеси последняя нагревается. Нами были проведены расчёты изменения температуры пирогаза по длине реактора. При этом в качестве начальных условий была принята температура внешней стороны реактора. Аппроксимирующая зависимость может быть представлена в виде: $T_w = A \cdot x^b$ $A = 784,84$, $b = 0.0394$

С целью апробации модели и тестирования программы был проведён расчёт пиролиза этана в четырёхпоточной трубчатой печи пиролиза этана ОАО «Казаньоргсинтез». Змеевик имеет следующие геометрические размеры: общая длина 83 м, диаметр 0,134 м, длина одного прямого участка 8,618 м, длина одной изогнутой части 0,408 м, радиус изгиба 0,153 м. Параметры газовой смеси в начальном сечении: $T = 535$ °С, $P = 0,03$ МПа, массовый расход смеси = 0,825 кг/с. При этом задавалось соотношение $C_2H_6/H_2O = 1 \div 2$.

Распределение температуры стенки с внешней стороны стенки трубы печи задавалась аппроксимацией на основе полученных экспериментальных данных на печи пиролиза ОАО «Казаньоргсинтез», характерной для промышленного ведения процесса пиролиза. На рис.1 приведены результаты расчёта температуры пирогаза в функции расстояния от входа. Данный профиль температуры стенки в дальнейших расчётах принят за базовый при оценке влияния температуры на концентрационные характеристики процесса пиролиза.

Установлено, что при постоянном расходе профили температур пирогаза качественно и количественно совпадают в диапазоне давления $P_{вх} = 0,2-0,3$ МПа и отношения $C_2H_6/H_2O = 1 \div 2$.

Факт роста температуры приводит к увеличению скорости потока не зависимо от того, что площадь поперечного сечения канала постоянна.

$$\frac{dw}{dx} = - \frac{kw}{(\omega^2 - a^2)} \left[\zeta \frac{w^2}{2D} + \frac{k-1}{k} \cdot C_p \cdot \frac{dT^x}{dx} \right]$$

Из рис.1 также следует, что имеет место значительный рост скорости. Рост скорости компенсируется изменением плотности. При относительно слабом изменении или динамической вязкости, число Рейнольдса по длине уменьшается с $2.42 \cdot 10^5$ до $2.28 \cdot 10^5$. коэффициент теплоотдачи изменяется при этом на 5%.

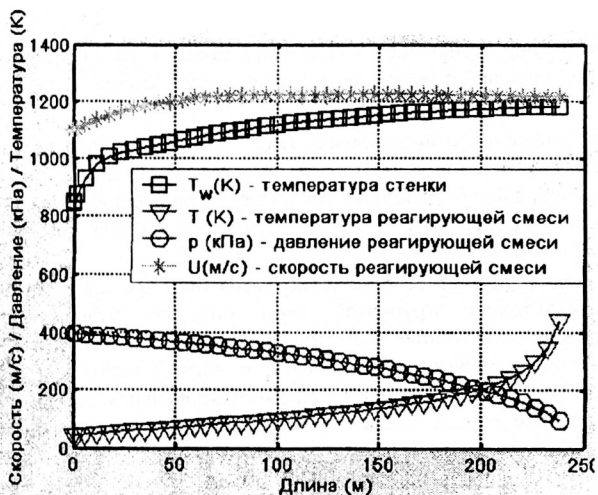


Рис. 1 Изменение температуры, давления и скорости реагирующей смеси при заданном профиле температуры стенки реактора для следующих условий на входе: $P_{вх}=0,4$ МПа, $C_2H_6/H_2O=1 \div 2$, $G = 0.825$ кг/с

Падение полного давления связано с гидравлическими потерями на прямолинейных участках и поворотах каналов реактора. На рис.2 показана зависимость концентраций компонент смеси, имеющих заметную долю.

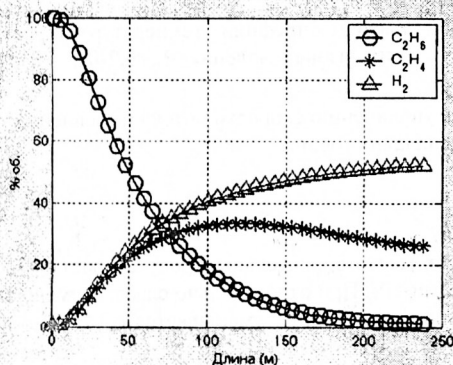


Рис. 2 Базовый расчёт на основании предложенной математической модели для следующих условий на входе: $P_{вх}=0,4$ МПа, $C_2H_6/H_2O=1 \div 2$, $G = 0.825$ кг/с

На рис.2 приведены результаты расчёта концентрации этилена в функции продольной координаты для случаев $C_2H_6/H_2O=1,5$. Параметром здесь выступает разность температур относительно базовой. В качестве последней принят профиль T_w , приведённый на рис.1.

Обращает на себя внимание то, что разность температур в ± 100 °C существенно влияет не только на максимальный выход этилена, но и на другие характеристики. В частности, расстояние от входа соответствующее максимальной концентрации выхода этилена изменяется в три раза (рис.3).

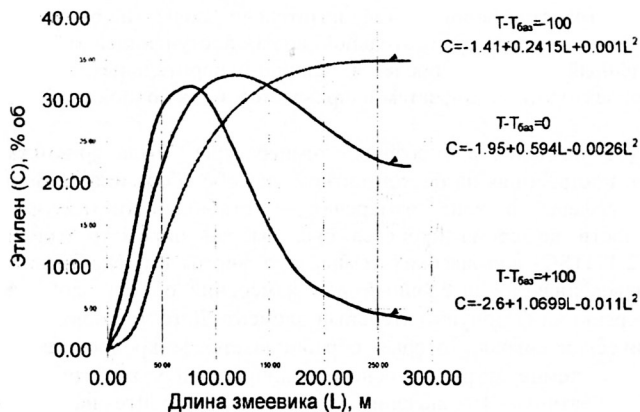


Рис. 3 Зависимость выхода этилена по длине змеевика при различных тепловых режимах процесса.

В третьей главе изложена методика проведения эксперимента и основные результаты обработки опытных данных. Основная часть экспериментальных исследований по определению оптимального режима и влияния доминирующих технологических параметров на процесс пиролиза этана в трубчатой печи была проведена на промышленной установке - печи пиролиза этана радиантного типа на заводе «Этилен» ОАО «Казаньоргсинтез».

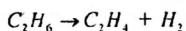
Пиролиз этана осуществляется в четырёхпоточной трубчатой печи. В качестве сырья используется этановая фракция, поступающая из узла подготовки этана и топливного газа с давлением 0,6 – 0,69 МПа и температурой (60 – 80) °С.

Сначала этан 4 потоками поступает в змеевик предварительного нагрева сырья (ПНС), и на выходе смешивается с паром разбавления 0,7 МПа.

После смешивания этано-паровая смесь проходит два змеевика нагрева, змеевик перегрева смеси, и направляется в радиантную камеру.

В радиантной камере происходит нагрев смеси до (830-850) °С и разложение с образованием пирогаза.

При пиролизе этана основной реакцией является дегидрирование, то есть выделение водорода:



Одновременно идут побочные реакции с образованием атомарного углерода (кокса, сажи), водорода и ацетилена.

Время пребывания сырья в реакционной зоне 0,6 сек. Давление газа пиролиза на выходе из печи 0,13 МПа. Для прекращения разложения этана после печей пирогаз поступает в трубное пространство аппаратов 1 ступени заковки пирогаза где происходит резкое снижение температуры за счёт испарения питательной воды в межтрубном пространстве с образованием пара 0,34 МПа. На каждой печи 2 аппарата. После аппаратов первой ступени заковки пирогазовые потоки объединяются и

поступают в трубное пространство подогревателя питательной воды, где охлаждаются до $(180 - 230) ^\circ\text{C}$ за счёт подогрева питательной воды, поступающей в барабан-паросборник. Охлаждённый пирогаз после закалочно-испарительных аппаратов поступает в цеховой коллектор пирогаза, затем направляется в для водной промывки и охлаждения.

С целью опытного определения профиля температуры была реализована измерительная система, построенная на бесконтактном способе сбора информации. С учётом характера атмосферы в зоне измерения и стабильности излучаемых характеристик поверхности во время процесса был выбран пирометр излучения Raynger 2 Plus (RAY 2 PHTSC) для высоких температур фирмы Raytek. Оптическая система пирометра, наведённая на выбранный для измерения объект, фокусирует излучаемую им ИК-энергию на фоточувствительный элемент. Детектор конвертирует ИК-энергию в электрический сигнал, который обрабатывается микропроцессором и пересчитывает в значение температуры на основе калибровочных характеристик и коэффициентов излучения датчика. Это значение температуры выводится на цифровой дисплей пирометра.

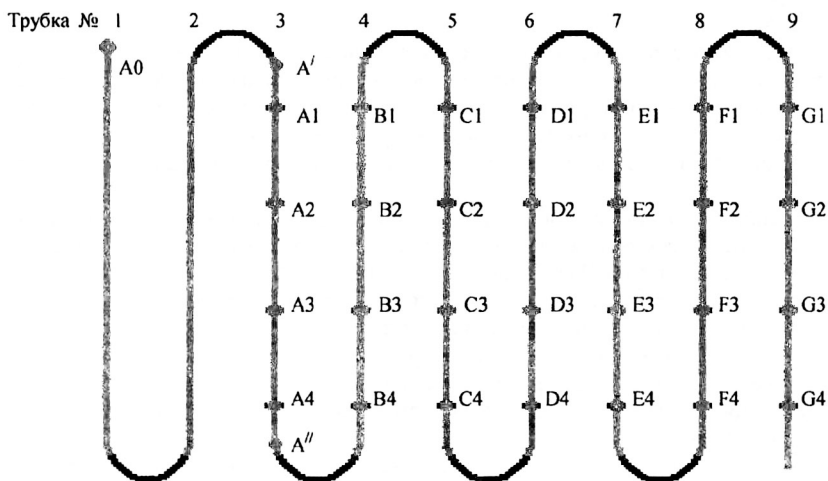


Рис. 6 Схематичное изображение положения точек отбора импульса

Каждая из 4-х серий экспериментов по определению профиля температуры в реакторе была проведена для 7 трубок (№3 – №9) змеевика первого потока.

Трубки №1 и №2 монтированы таким образом, что не возможно прямое наведение и фокусировка инфракрасного излучения в какой-либо их точке. «Прострел» печи проводился через специальные смотровые окошки, которые расположены на высоте 2400, 4700, 7200 и 9600 мм от земли в точках (A1...G4). (рис. 6)

График распределения температуры по длине змеевика представлен на рис.7.

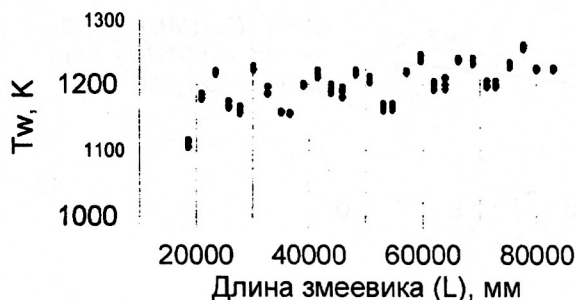


Рис.7 Экспериментальные значения температуры стенки змеевика T_w .

Для оценки тенденции изменения температуры в реакционной зоне объекта найдём аппроксимирующую функцию. Расчёт проводился методом наименьших квадратов, когда сумма квадратов невязок принимает наименьшее значение. В качестве аппроксимирующей функции выбрана зависимость: $y = a \cdot x^b$ где $a = 784.84249$, $b = 0.039425812$ (рис. 8).

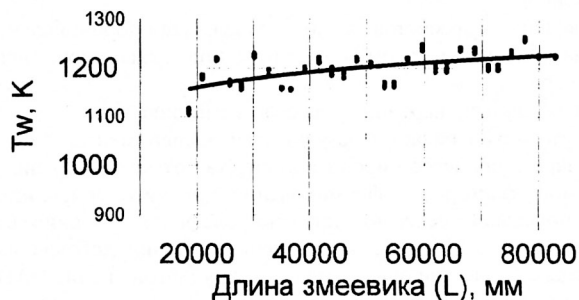


Рис.8 Аппроксимирующая функция экспериментальных точек температуры.

В четвёртой главе приведены результаты тестирования предложенной математической модели путём сопоставления расчётных данных с экспериментальными, а также исследования по определению влияния основных режимных параметров: давления смеси на входе в реактор, соотношения «сырьё-пар» и температурного режима процесса на состав пирогаза на выходе из реактора.

В качестве основной анализируемой величины в данной группе исследований принято процентное содержание целевого продукта (этилена) в пирогазе на выходе из змеевика.

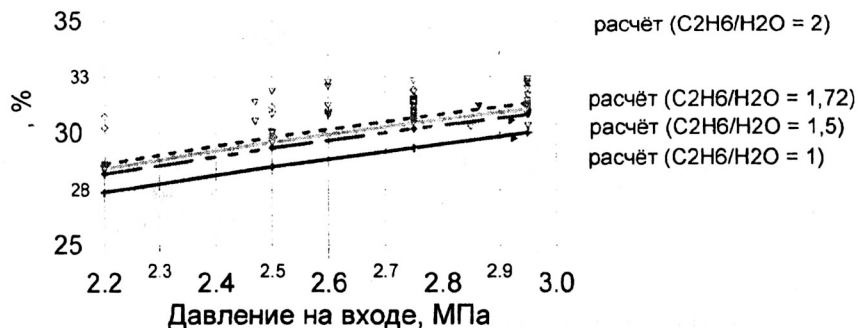


Рис.9 Выход этилена в зависимости от давления смеси на входе; (профиль температур – базовый, расход смеси на входе = 0,825 кг/с). Линии – расчёт, точки – эксперимент.

С целью оценки влияния входного давления на концентрацию этилена в пирогазе были проведены расчёты парогазовой смеси с температурой на входе в змеевик $T_{вх}=818\text{ }^{\circ}\text{C}$, расходом $G=0,825\text{ кг/с}$ и соотношением $C_2H_6/H_2O = 1,5$ для следующих значений давления на входе $P_{вх}$: $P_{вх}=0,22\text{ МПа}$; $P_{вх}=0,25\text{ МПа}$, $P_{вх}=0,275\text{ МПа}$; $P_{вх}=0,295\text{ МПа}$.

Результаты представлены на рис.9.

Согласно результатам проведённых расчётов выход этилена пропорционально зависит от давления смеси на входе, при этом такая тенденция характерна для различных соотношений «этан-пар».

Как следует из приведённых данных, картина процессов в змеевике печи пиролиза качественно и количественно совпадает с результатами эксперимента.

Впрыскивание водяного пара в процессе пиролиза этана, как отмечалось ранее, является одним из определяющих факторов в формировании продуктов пиролиза. Присутствие водяного пара повышает селективность по олефинам и снижает образование кокса в змеевике. На рис.10 изображена оценка влияния добавления водяного пара на выход этилена, при пиролизе этана в трубчатой печи ОАО «Казаньоргсинтез». Результаты представлены в виде концентрации этилена в функции длины змеевика для различных соотношений «сырьё-пар». Так же был проведён расчёт по исследованию влияния соотношения «этан-пар» для различных давлений смеси на входе. Согласно рисунку тенденция роста выходной концентрации этилена характерна для давлений смеси на входе в диапазоне 0,2 – 0,3 МПа, при увеличении соотношения «этан-пар» 1 до 2.

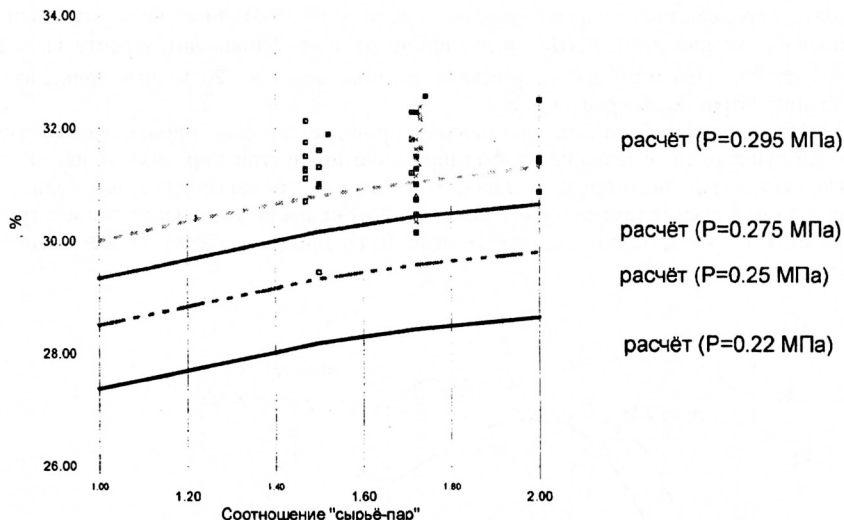


Рис. 10 Выход этилена в зависимости от соотношения «этан-пар» в смеси на входе; (профиль температур – базовый, расход смеси на входе = 0,825 кг/с). Линии – расчёт, точки – эксперимент.

Вместе с тем был проведён ряд расчётов по определению максимально возможной концентрации этилена на выходе при различных значениях давления и соотношения «этан-пар» на входе в змеевик. Результаты приведены на рис.11.

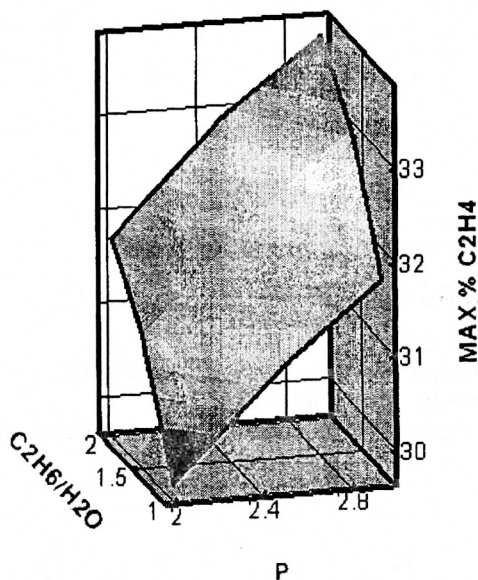
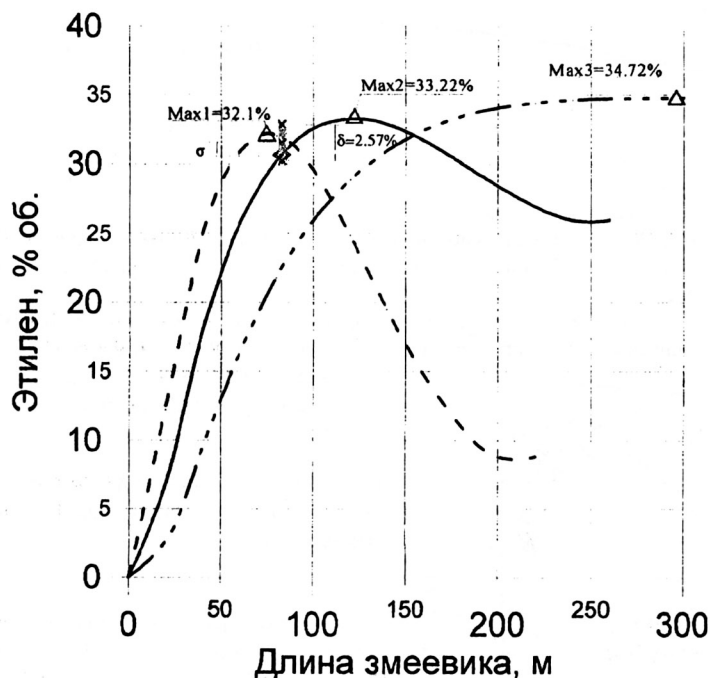


Рис.11 Влияние давления смеси на входе и соотношения «этан-пар» на выход этилена.

Согласно расчётам увеличение давления смеси на входе в реакционную зону ведёт к росту концентрации этилена в пирогазе. С повышением давления на 1 атм выход этилена увеличивается в 1,043 раза, что соответствует 1,3% об., при неизменных габаритных параметрах печи, и в 1,06 раза (1,9% об.) при уменьшении длины змеевика на 6 м. Последнее позволяет сократить

расходы на поддержание теплового режима в ректоре на 5%. В то же время изменение соотношения компонент C_2H_6/H_2O в диапазоне от 1 до 2 приводит к росту выхода этилена до 6%. При этом длина змеевика увеличивается на 20 м, что приводит к повышению затрат на обогрев на 14%.

Температурный режим, при котором протекает процесс пиролиза оказывает наиболее существенное влияние на формирование продуктов пиролиза этана. Рост энергии активации некоторых реакций термического разложения этана является следствием повышения температуры в реакторе. Как правило, увеличение температуры сказывается на возрастании выхода этилена и водорода за счёт более высокой конверсии этана (рис.12).



- $T_{w_баз}$ базовый температурный режим;
- - - $T_{w_баз} + 100^\circ C$ - температурный режим, превышающий базовый на $100^\circ C$;
- . . . $T_{w_баз} - 100^\circ C$ - температурный режим, ниже базового на $100^\circ C$;

Рис.12 Влияние температурного режима в печи пиролиза на концентрацию этилена по длине змеевика.

Расчёт был проведён для 3-х уровней теплового режима в печи пиролиза, соответствующих:

4. Базовому профилю температуры ($T_{w_баз}$);
5. Режиму, превышающему базовый на $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($T_{w_баз}+100\text{ }^{\circ}\text{C}$);
6. Режиму, ниже базового на $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($T_{w_баз}-100\text{ }^{\circ}\text{C}$);

Параметры на входе для каждого из трех случаев принимались следующими: Давление смеси 0,295 МПа; Соотношение «этан-пар» - 1,72; Расход смеси 0,841 кг/с; Температура смеси на входе 869 $^{\circ}\text{C}$;

На рис.12 изображены кривые формирования этилена по длине змеевика при 3-х различных температурных режимах. Обращает на себя внимание тот факт, что повышение температуры на $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ относительно базового не приводит к росту выхода целевого продукта, а наоборот, максимальная концентрация этилена изменяется с 33,22% до 32,1%. Однако, формирование этилена, в последнем случае, происходит значительно быстрее и наибольшая концентрация его достигается уже на 78 м змеевика, в то время как при базовом режиме это происходит на 124 м. Аналогичная картина наблюдается при уменьшении теплового режима относительно базового.

Здесь максимально возможная концентрация этилена составляет 34,72%, однако выход её приходится на 288 м змеевика. Таким образом, очевидно, что интенсификация нагрева в реакторе не позволяет получить более высокий процент выхода целевого продукта, однако даёт возможность существенно сократить габариты печи. При этом увеличение температуры в реакторе на $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ приведёт к росту концентрации этилена в 1,05 раза, что соответствует 1,42% об. При этом длина змеевика сократится относительно текущей на 5 м, а потребление топливного газа на поддержание теплового режима практически не изменится.

Основные результаты и выводы:

1. Реализована математическая модель и её алгоритм расчёта пиролиза этана. Выполнены тестовые расчёты состава продуктов пиролиза на выходе из змеевика, тепловых и кинематических характеристик продуктов пиролиза в функции продольной координаты и начальных и граничных условий.

2. Анализ расчёта состава продуктов выявил основные химические реакции, определяющие процесс пиролиза и наиболее существенно влияющие на конечный результат.

3. В условиях промышленной эксплуатации выполнено экспериментальное определение начальных параметров процесса, а также величин температуры, теплофизических параметров и продуктов пиролиза в функции продольной координаты и на выходе из змеевика.

4. Сопоставление результатов расчёта с опытными данными показывает, что результаты расчёта удовлетворительно согласуются по концентрации этилена и по температуре на выходе из реактора.

5. На основе сопряжённого физического и математического моделирования установлено, что рост давления на входе от 0,2 до 0,3 МПа приводит к увеличению выходной концентрации этилена на 3% об., изменение соотношения «этан-пар» от 1 до 2 позволяет достичь аналогичного эффекта, но в пределах 1,5%. Поддержание

10 —
температурного режима, превышающего настоящий на 100 С, даёт возможность увеличить выход этилена на 1%, при этом сокращаются габаритные размеры печи.

Условные обозначения:

τ_i – мольная доля i -го газового компонента; n – число газовых компонентов в реагирующей смеси; τ – время [с]; m – количество обратимых реакций; m_j – признак участия в j -ой реакции каталитической частицы M ; τ_p – мольная доля p -го газового компонента; n – количество компонентов процесса; k_j – константа скорости j -ой обратимой химической реакции; R_0 – универсальная газовая постоянная [Дж/(кмоль·К)]; p – давления [Н/м²]; T – температура [К]; ν_{ij} , ν_{ij} , ν_{pj} , ν_{pj} – приведённые стехиометрические коэффициенты в j -ой реакции; $T_{оп}$ – опорное значение температуры [К]; $C_{pi}^{оп}$ – опорная мольная теплоёмкость; i – удельная энтальпия [Дж/кг]; $i_{iоп}$ – «опорное» значение мольной энтальпии i -го компонента; μ_i – молекулярная масса i -го компонента смеси [кг/кмоль]; I_0 – начальная энтальпия газовой смеси [Дж/кг]; U – скорость газа [м/с]; U_0 – начальная скорость [м/с]; P_0 – начальное давление [Па]; \dot{m} – массовый расход газа [кг/с]; D – внутренний диаметр канала [м]; F – площадь поперечного сечения канала [м²]; $\Delta P_{тр}$ – потери давления на трение [Па]; $\Delta P_{м_е}$ – местные потери давления [Па]; F_T – общая поверхность теплопередачи, k – коэффициент теплопередачи, $\alpha_{из}$ – коэффициент теплоотдачи излучением, ϵ – степень черноты; w – скорость потока [м/с]; C_p – удельная теплоёмкость; x – продольная координата [м].

Основные положения диссертации опубликованы в следующих работах.

1. Андреева М.М. Профиль температур печи пиролиза этана // Вестник Казанского Государственного технологического Университета. №4. 2006. С.71-78. – 500 экз.
2. Андреева М.М. Исследование влияния соотношения сырьё-пар на выход этилена при пиролизе этана // Вестник Казанского государственного технологического университета. №1. 2008. С.90-96. – 500 экз.
3. Фафурин А.В., Андреева М.М. Математическая модель пиролиза этана в трубчатой печи // Международная научная конференция «Математические методы в технике и технологиях – ММТТ-21». Саратов, 27 – 30 мая 2008 г. С. 95-96. – 500 экз.
4. Андреева М.М. Математическое моделирование процесса пиролиза этана в четырёхпотоchnой трубчатой печи пиролиза // Всероссийская научная конференция "Наука. Технологии. Инновации" (НТИ-2008). Новосибирск, 4 – 7 декабря 2008г. – 500 экз.

Тираж 80 экз.

Заказ 254

Издательство Казанского государственного технологического университета
420015, Казань, К.Маркса, 68